

Adaptable Control Structure to Uncertainty Factors in a Tubular Reactor

Juan Hernández Espinosa*, Galo Rafael Urrea García*,
Guadalupe Luna Solano*, Denis Cantú Lozano*.

* *Tecnológico Nacional de México, Instituto Tecnológico de Orizaba.
División de Estudios de Posgrado e Investigación.*

*Av. Instituto Tecnológico No. 852, Col. Emiliano Zapata, Orizaba, Veracruz, C.P. 96320, México
itorizaba@hotmail.com*

Abstract: The design and evaluation of a variable control structure to regulate the outlet concentration of a tubular reactor, affected by disturbances in the feed, together with a variation in the activation energy parameter, is presented. In the tubular reactor, the o-xylene oxidation process is carried out for the production of phthalic anhydride. The control scheme used consists of a primary loop to regulate the concentration at the reactor outlet and two secondary loops to control the temperature at two different points along the reactor, the input signal in the secondary controller is a combination of two measurements multiplied by a weighting factor. The variable control structure was compared with conventional control schemes, evaluated face disturbances in the reactor feed together with a variation in activation energy, determining that the variable control scheme adapts to the disturbances present in the process, highlighting the dynamic adjustment the weighting factor and quick response of the cooling medium.

Keywords: Tubular reactor, hot spot, weighting factor, cooling medium, variable control.

1. INTRODUCCIÓN

En los procesos industriales químicos los reactores son elementos fundamentales, en ellos se lleva a cabo la transformación de materias primas a productos de interés comercial, por lo tanto, su diseño y operación es de crucial importancia para el éxito industrial (Gonzales *et al.*, 2004). Existen infinidad de tipos de reactores químicos, cada uno responde a las necesidades de una situación en particular. El reactor tubular es cualquier reactor de operación continua con movimiento constante de uno o varios reactivos en una dirección espacial, tienen un cuerpo cilíndrico y comúnmente están empacados con un catalizador sólido. En los reactores tubulares, los reactivos se alimentan en forma gaseosa y reaccionan en los sitios activos del catalizador, dichos reactores también se conocen como de lecho empacado o flujo pistón.

Con frecuencia se presentan ciertos tiempos de retardo que afectan la respuesta de salida, provocados por perturbaciones en la alimentación del reactor, con el fin de evitar esta desventaja se han desarrollado configuraciones de control que adoptan mediciones en línea como la temperatura. A estas configuraciones se les conoce como esquemas de control en cascada composición-temperatura (Hua y Jutan, 2000). La desventaja de la estructura de control convencional es el empleo de un solo punto de medición de temperatura y actualmente no se cuenta con un punto específico que muestre el mejor desempeño para todas las perturbaciones que se presentan en el proceso.

Con el propósito de tener un proceso eficiente y seguro se ha estudiado la localización e implementación de más de un punto de medición de temperatura. Jesús *et al.* (2013)

propusieron un esquema de control en cascada con cuatro mediciones de temperatura en la región del punto caliente para el control de un reactor tubular de lecho fijo. Los resultados mostraron el buen desempeño del esquema que considera el valor medio de las cuatro mediciones de temperatura. Ramírez *et al.* (2016) estudiaron el problema de la ubicación del sensor de temperatura en un reactor tubular para la configuración de control en cascada utilizando el análisis fractal. Los resultados mostraron que el sensor de temperatura debe colocarse antes del punto caliente.

La Figura 1 muestra una estructura de control en cascada con dos puntos de medición de temperatura implementada en un reactor tubular, se ha demostrado que colocar dos puntos de medición de temperatura (antes del punto caliente y cerca de la salida del reactor) mejora la composición de salida en comparación con la estructura de control con un solo punto de medición (Urrea *et al.*, 2008).

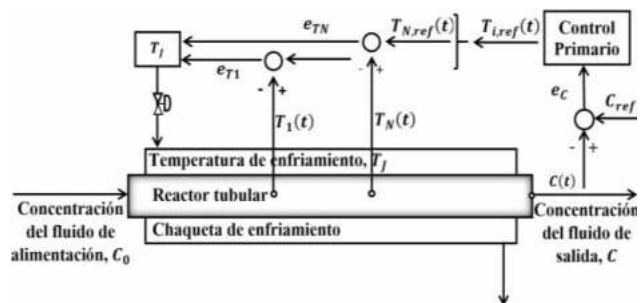


Figura 1. Esquema de control en cascada con dos puntos de medición de temperatura para un reactor tubular.

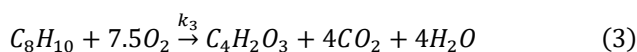
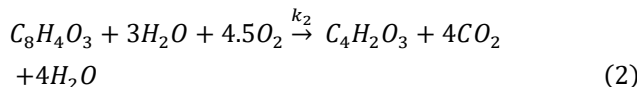
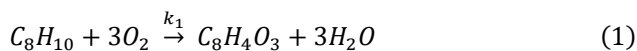
Diversos trabajos de control en cascada para reactores tubulares han estudiado perturbaciones presentes en la alimentación del reactor. Desafortunadamente no se han analizado los factores de incertidumbre que afectan directamente la composición del producto y seguridad operacional. Los factores de incertidumbre surgen de las simplificaciones en los modelos matemáticos, es decir, existen parámetros difíciles de cuantificar con exactitud en un proceso real y son representados con un valor promedio en los modelos matemáticos. Ojeda *et al.* (2014) evaluaron numéricamente la sensibilidad paramétrica y dinámica de la temperatura de reacción para el proceso de producción de ciclónica. Los resultados mostraron que el proceso exhibe alta sensibilidad en el espacio paramétrico, pequeñas variaciones en los parámetros de entrada generan grandes cambios en las variables de salida. Thiagalingam *et al.* (2015) estudiaron una nueva expresión exacta y no local para el número de pared Nusselt y así tener una visión profunda de los mecanismos físicos que rigen la transferencia de calor de la pared. Demostraron que la desviación media del flujo y la dispersión mecánica juegan un papel clave en la transferencia de calor de la pared.

La contribución de este trabajo consiste en la aplicación de una estructura de control adaptable basada en la combinación de controladores convencionales, utilizando un factor de ponderación que se ajusta con el error de temperatura presente en los puntos de medición, permitiendo adaptarse a factores de incertidumbre que surgen por las simplificaciones de los modelos matemáticos, mejorando la robustez y propiedades de los controladores lineales (Urrea-García *et al.*, 2015).

La estructura de control diseñada es aplicada a un caso de estudio que representan un proceso industrial químicos realizados en reactor tubular. Se analiza el desempeño de la estructura de control frente a cambios en la energía de activación que es un parámetro difícil de cuantificar en un proceso real, por lo tanto, en los modelos matemáticos se presenta como un valor promedio provocando incertidumbre en el proceso. El problema de control consiste en regular la composición de salida del reactor y lograr una operación segura al mantener la estabilidad de la temperatura a lo largo del reactor.

2. MODELO MATEMÁTICO

Se considera un modelo pseudo homogéneo de un reactor tubular con chaqueta de enfriamiento que describe la producción de anhídrido ftálico por oxidación de o-xileno, se asume que la difusión axial de reactantes y pérdida de calor del reactor son despreciables. En el reactor ocurren las siguientes reacciones.



La reacción (1) es la trayectoria deseada para la formación de anhídrido ftálico por oxidación parcial de o-xileno. Las reacciones (2) y (3) representan la oxidación no deseada de reactivo y producto, respectivamente.

Para la descripción dinámica de los componentes y temperatura se tienen los siguientes balances (Hua and Jutan, 2000):

Balances de materia.

$$\varepsilon \frac{\partial C_A}{\partial t} = -v \frac{\partial C_A}{\partial z} + \mu(1 - \varepsilon)(-R_1 - R_3) \quad (4)$$

$$\varepsilon \frac{\partial C_B}{\partial t} = -v \frac{\partial C_B}{\partial z} + \mu(1 - \varepsilon)(R_1 - R_2) \quad (5)$$

Balance de energía.

$$Le \frac{\partial T}{\partial t} = -v \frac{\partial T}{\partial z} + \frac{\mu(1 - \varepsilon)}{\rho_f C_{p_f}} \sum_{i=1}^3 (-\Delta H_i) R_i + \frac{2UL}{r_0 C_{p_f}} (T_w - T) \quad (6)$$

donde:

$$R_1 = k_1 C_A e^{\left(-\frac{E_1}{RT}\right)} \quad (7)$$

$$R_2 = k_2 C_B e^{\left(-\frac{E_2}{RT}\right)} \quad (8)$$

$$R_3 = k_3 C_A e^{\left(-\frac{E_3}{RT}\right)} \quad (9)$$

$$Le = \frac{(1 - \varepsilon)\rho_s C_{p_s} + \varepsilon\rho_f C_{p_f}}{\rho_f C_{p_c}} \quad (10)$$

Condiciones iniciales:

$$C_A = 0.181 \frac{kmol}{m^3} \quad (11)$$

$$C_B = 0 \frac{kmol}{m^3} \quad (12)$$

$$T = 628 K \quad (13)$$

2.1 Parámetros del caso de estudio seleccionado.

En la Tabla 1 se presentan los parámetros de diseño y operación considerados para la solución del modelo matemático (Anastasov, 2005). En la Tabla 2 se presentan los parámetros cinéticos para la velocidad de reacción (Wu and Chen, 2007).

Tabla 1. Parámetros del reactor tubular.

Parámetros	Valor (unidades)
Longitud del reactor, L	4 (m)
Porosidad, ε	0.351 (adimensional)
Densidad del fluido, ρ_f	0.582 (Kg m ⁻³)
Densidad del catalizador, ρ_s	836 (Kg m ⁻³)

Capacidad calorífica del fluido, Cp_f	1045 (J Kg ⁻¹ K ⁻¹)
Capacidad calorífica del medio de enfriamiento, Cp_c	483.559 (J Kg ⁻¹ K ⁻¹)
Capacidad calorífica del catalizador, Cp_s	836 (J Kg ⁻¹ K ⁻¹)
Radio del reactor, r_0	0.012 (m)
Coefficiente de transferencia de calor general, U	96.021 (J Kg ⁻¹ K ⁻¹ s ⁻¹)
Actividad del catalizador, μ	1 (adimensional)
Constante universal de los gases, R	8.314 (J mol ⁻¹ K ⁻¹)
Velocidad del fluido, v	2.061 (m s ⁻¹)

Tabla 2. Parámetros cinéticos de las reacciones.

Parámetros	Reacción	Valor (unidades)
Entalpia de reacción, ΔH	1	-1.285 x 10 ⁶ (J kmol ⁻¹)
	2	-3.276 x 10 ⁶ (J kmol ⁻¹)
	3	-4.561 x 10 ⁶ (J kmol ⁻¹)
Energía de activación, E	1	1.129 x 10 ⁵ (J mol ⁻¹)
	2	1.313 x 10 ⁵ (J mol ⁻¹)
	3	1.196 x 10 ⁵ (J mol ⁻¹)
Velocidad de reacción, k	1	2.418 x 10 ⁹ (s ⁻¹)
	2	2.706 x 10 ⁹ (s ⁻¹)
	3	1.013 x 10 ⁹ (s ⁻¹)

2.2 Solución y simulación del modelo matemático

Para la solución del modelo se aplicó el método de diferencias finitas a las ecuaciones diferenciales parciales de los balances de materia y energía (ecuaciones 4-6). Se obtuvo un conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias, que se integraron mediante el método de Runge-Kutta de cuarto orden y así obtener el perfil de temperatura del reactor (Figura 2). Se observa la localización de un punto máximo de temperatura (hot spot) a los 0.5 m aproximadamente, este punto indica que uno de los reactivos se ha consumido en su mayoría, después la reacción continua a menor velocidad para obtener los productos deseados, además, el hot spot muestra la zona más sensible del reactor y de mayor riesgo para la seguridad operacional.

2.3 Caracterización del proceso

Se aproxima la respuesta de la composición de salida (c) y mediciones de temperatura (T_i) en un punto (i) a lo largo del reactor, a un modelo de primer orden más tiempo muerto en base a un cambio escalón en la temperatura de la

chaqueta del reactor (+10%), las ecuaciones (14) y (15) son los modelos resultantes.

3. DISEÑO DEL CONTROLADOR

Se diseñaron 4 estructuras de control en cascada, 3 convencionales y 1 variable, las estructuras convencionales contienen un controlador primario de tipo proporcional-integral (PI) y un controlador secundario de tipo proporcional (P), a diferencia de estos el control variable hace uso de 2 controladores secundarios. Los ajustes de los parámetros se obtuvieron mediante las guías Internal Model Control (IMC) (Grimholt and Skogestad, 2018).

En la Figura 2 se muestra la ubicación de los sensores de temperatura (líneas azules) de las estructuras de control convencional diseñadas, estas ubicaciones coinciden con los criterios de selección reportados en la literatura (Urrea *et al.*, 2008; Hernandez *et al.*, 2010; Ramirez *et al.* 2016), resultando las siguientes posiciones: 1) que estén cerca de la entrada y salida del reactor; 2) una de las mediciones este antes del punto caliente (hot spot) y 3) una de las mediciones este posterior al hot spot. De esta manera el sensor de temperatura cerca de la entrada y antes del hot spot detecta perturbaciones en la alimentación, el sensor después del hot spot estabiliza la temperatura en el punto crítico del reactor y el sensor colocado cerca de la salida del reactor compensa variaciones en la composición de salida.

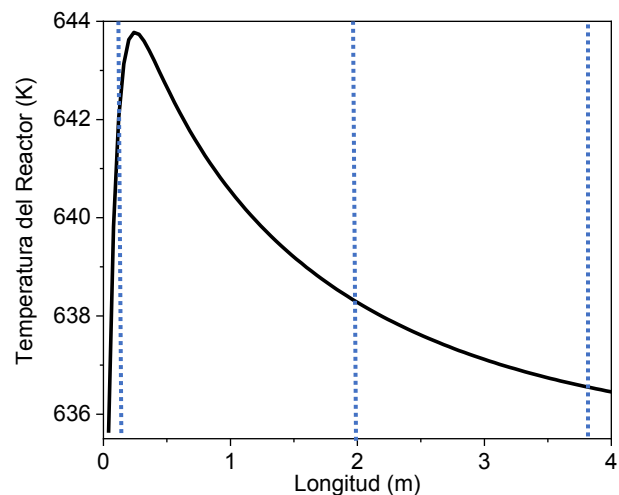


Figura 2. Perfil de temperatura del reactor.

3.1 Estructura de control convencional

La estructura de control en cascada convencional está compuesta por un lazo de control primario (composición) y por un lazo secundario (temperatura) que manipula el flujo de enfriamiento en la chaqueta del reactor. Con base en la ecuación (14) para el lazo de composición y la ecuación (15) para el lazo de temperatura (i), se diseñaron 3 controladores convencionales. Los puntos que representan la ubicación del sensor de temperatura para los controladores convencionales son: $\zeta_1 = 0.05$, $\zeta_2 = 0.50$ y $\zeta_3 = 0.95$ de la longitud adimensional ($\zeta_i = z_i/L$).

$$\frac{c(s)}{T_j(s)} = G_{T_j c}(s) = \frac{K_{T_j c}}{\tau_{T_j c} s + 1} e^{-\theta_{T_j c} s} \quad (14)$$

$$\frac{T_i(s)}{T_j(s)} = G_{T_j T_i}(s) = \frac{K_{T_j T_i}}{\tau_{T_j T_i} s + 1} e^{-\theta_{T_j T_i} s} \quad (15)$$

donde:

c	Composición a la salida del reactor.
T_j	Temperatura de la chaqueta.
$G_{T_j c}(s)$	Función de transferencia que relaciona la respuesta de la composición de salida a los cambios en la temperatura de la camisa.
$K_{T_j c}$	Ganancia de estado estable de la composición a la temperatura de la camisa.
$\tau_{T_j c}$	Constante de tiempo de la respuesta de la composición.
$\theta_{T_j c}$	Tiempo muerto de la composición de salida, temperatura en la posición i del reactor.
T_i	Temperatura en la posición i del reactor.
$G_{T_j T_i}(s)$	Función de transferencia que relaciona la respuesta de la temperatura en la posición i por cambios en la temperatura de la camisa.
$K_{T_j T_i}$	Ganancia de estado estable de la temperatura en la posición i a la temperatura de la camisa.
$\tau_{T_j T_i}$	Constante de tiempo de la respuesta de la temperatura en la posición i .
$\theta_{T_j T_i}$	Tiempo muerto de la temperatura en la posición i .

3.2 Estructura de control variable

La estructura de control variable está basada en varios controladores convencionales donde cada uno consta de un lazo primario para regular la concentración a la salida del reactor y un lazo secundario para regular la temperatura en un punto a lo largo del reactor. La señal de entrada (u) en el controlador variable resulta de una sumatoria de N controladores convencionales (u_i) multiplicadas por un factor de ponderación (α_i).

$$u = \sum_{i=1}^N u_i \alpha_i \quad (16)$$

3.2.1 Factor de ponderación

Los factores de ponderación $\alpha_i \in [0,1]$, son parámetros a ser ajustados y deben cumplir la siguiente restricción:

$$\sum_{i=1}^N \alpha_i = 1 \quad (17)$$

El desempeño de la estructura de control variable depende en gran medida de los coeficientes de ponderación, estos se ajustan de forma dinámica con base en la desviación de temperatura presente en cada punto de control ubicado a lo largo del reactor de acuerdo con la siguiente ecuación:

Número Especial 2020

$$\alpha_i = (t) \frac{|\epsilon_i|}{\sum_{i=1}^N |\epsilon_i|} \quad (18)$$

donde $|\epsilon_i| = |T_{ref,i} - T_i|$ es el valor absoluto del error de regulación de la temperatura en el punto i .

La estructura de control variable propuesta en este trabajo combina los lazos secundarios de 2 de los 3 controladores convencionales desarrollados, para analizar el comportamiento de la estructura de control en cascada agregando un segundo lazo de temperatura multiplicado por un factor de ponderación. Un segundo lazo de control mejora las propiedades de desempeño y robustez frente a perturbaciones en la alimentación y se adapta a los factores de incertidumbre que se presentan en el proceso. Los controladores convencionales que mostraron mejor desempeño son los ubicado en las posiciones de control 0.05 y 0.95. La combinación de los lazos secundarios de los 2 controladores convencionales seleccionados se realiza mediante la siguiente ecuación (Urrea *et al.*, 2015).

$$C_{z_{n1}, z_{n2}} = \alpha C_{z_{n1}} + (1 - \alpha) C_{z_{n2}} \quad (19)$$

donde: $C_{z_{n1}, z_{n2}}$ – control variable, $C_{z_{n1}}, C_{z_{n2}}$ – lazos secundarios de controladores convencionales en 2 posiciones diferentes, α – factor de ponderación.

3.4 Evaluación de los controladores

El objetivo de las estructuras de control evaluadas es regular la composición del producto en valores deseados frente a secuencias de perturbaciones en las condiciones de alimentación del reactor (Tabla 3), junto con una variación de -5% en la energía de activación 1 (E) que pertenece a la reacción deseada (Loncar *et al.*, 2010). La variación se realizó respecto al valor usado en el diseño del controlador.

Tabla 3. Secuencias de perturbaciones en la composición (C_0) y temperatura (T_0) de alimentación.

Secuencia	Tiempo (s)		
	50	60	70
1	-15% C_0	+15% C_0	+15% C_0
2	-15% T_0	+15% T_0	+15% T_0
3	-15% C_0 -15% T_0	+15% C_0 +15% T_0	+15% C_0 +15% T_0
4	-15% C_0 +15% T_0	+15% C_0 -15% T_0	+15% C_0 -15% T_0

4. RESULTADOS

Los resultados se obtuvieron mediante simulación dinámica en base a la solución numérica del modelo matemático que describe la oxidación de o-xileno para la producción de anhídrido ftálico en un reactor tubular. Para evaluar el desempeño de las estructuras de control diseñadas, se aplicaron cuatro secuencias de perturbaciones presentadas

en la Tabla 3, junto con un cambio en la energía de activación (E) de -5% , el objetivo de aplicar el cambio en el parámetro es evaluar el desempeño de las estructuras de control diseñadas frente a factores de incertidumbre.

En la Figura 3 se muestra el desempeño de la estructura de control variable ($C_{z1,z3}$) y las estructuras de control convencional ubicadas en las posiciones $C_{z1} = 0.05$, $C_{z2} = 0.50$ y $C_{z3} = 0.95$. Se observa la respuesta a lazo cerrado de la composición de salida frente a una variación en la energía de activación 1 (E) de -5% junto con las secuencias de perturbaciones de la Tabla 3. Se presenta un desempeño similar para todas las estructuras de control diseñadas.

En la Figuras 3 se observa que las secuencias de perturbaciones 3 y 4 junto con la variación en la energía de activación (E) tienen un efecto idéntico sobre la composición de salida, esto sucede porque las secuencias 3 y 4 producen cambios en la composición y temperatura de alimentación al mismo tiempo, además, se aprecia que el efecto de la composición prevalece sobre el efecto de la temperatura.

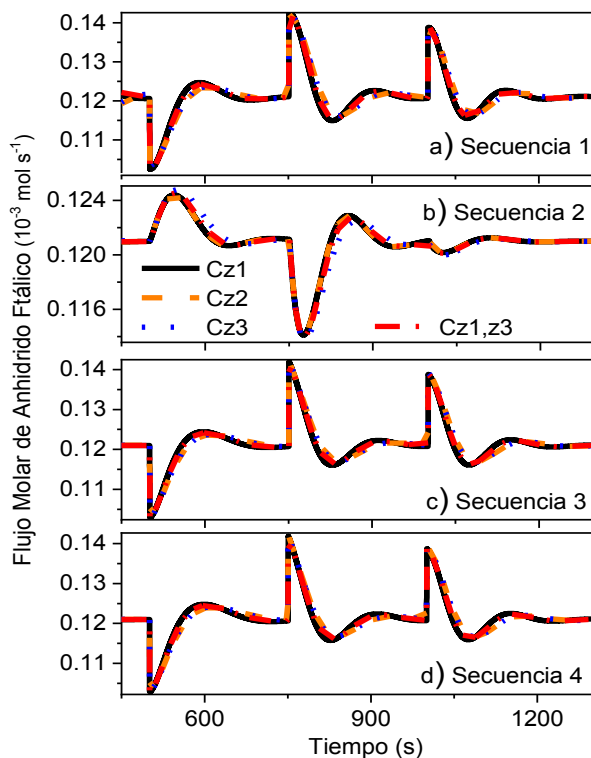


Figura 3. Respuesta a lazo cerrado de la composición de salida frente a variación en la energía de activación (E), junto con las perturbaciones de la Tabla 3.

Con base en las secuencias de perturbaciones de la Tabla 3 y la variación en la energía de activación 1 (E) de -15% , en la Figura 4 se muestra el comportamiento del factor de ponderación de la estructura de control variable. Se observan las ventajas del ajuste dinámico del factor de ponderación, incrementando el peso en la zona con mayor sensibilidad a perturbaciones, y disminuyendo el peso en la zona con menos sensibilidad, además, el ajuste dinámico

permite que el controlador diseñado se adapte a factores de incertidumbre.

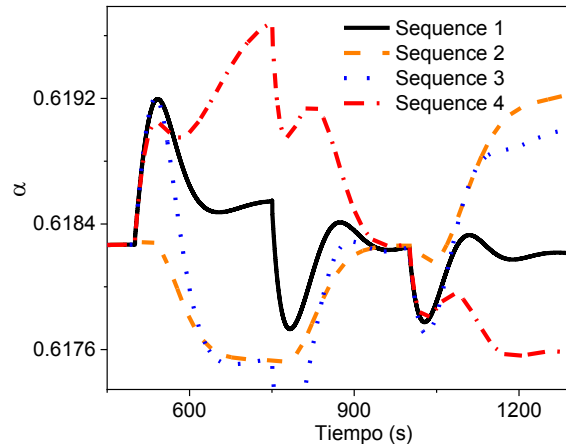


Figura 4. Ajuste dinámico del factor de ponderación de acuerdo con las perturbaciones de la Tabla 3, junto con el cambio en el parámetro seleccionado.

En la Figura 5 se muestra la dinámica de la temperatura de la chaqueta del reactor de la estructura de control variable. Se observa que la respuesta del medio de enfriamiento es rápida ante las secuencias de perturbaciones y variación en el parámetro seleccionado, evitando que la temperatura exceda los valores preestablecidos. La rápida respuesta del medio de enfriamiento aumenta la robustez de los controladores lineales, evitando elevados cambios de temperatura que ponen en riesgo equipos, instalaciones, productos y operadores.

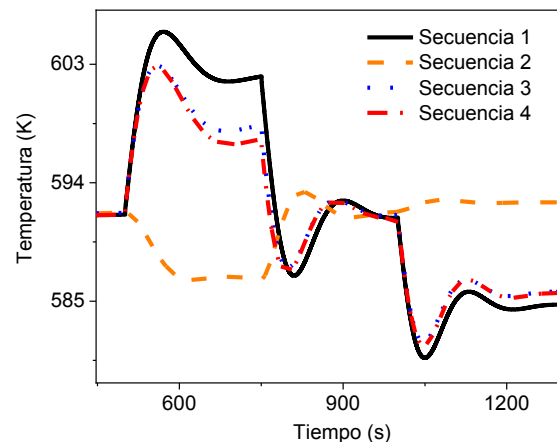


Figura 5. Dinámica de la temperatura en la chaqueta del reactor.

El modelo matemático seleccionado para este trabajo, realiza ciertas consideraciones como: la temperatura de la chaqueta es de 592 K y se mantiene uniforme a lo largo del reactor, por lo tanto, cada desvío que se presenta de los 592 K en la Figura 5, representa un error de temperatura en la chaqueta de enfriamiento provocado por las secuencias de perturbaciones y la variación en la energía de activación, esto resalta la aplicación de la estructura de control variable que busca mantener la temperatura en un valor preestablecido.

El desempeño de las estructuras de control diseñadas frente a las secuencias de perturbaciones junto con la variación en la energía de activación se resume en la Tabla 4, en forma de integral absoluta del error (IAE).

Tabla 4. IAE de la composición de salida para las estructuras de control convencional y variable (*), con variación en la energía de activación (E).

Integral del Absoluto del Error (IAE)				
Puntos de medición	Secuencias de perturbaciones			
	1	2	3	4
0.05	2.7543	0.4500	2.4516	2.8403
0.50	2.9867	0.5801	2.5809	3.1549
0.95	2.9725	0.5704	2.5710	3.1335
0.05-0.95 *	2.8204	0.4875	2.4808	2.9283

Los resultados obtenidos por la integral absoluta del error (IAE) determinaron que el controlador convencional C_{z1} ubicado en 0.05, mostró el menor error o mayor capacidad de rechazo para todas las secuencias de perturbaciones junto con la variación en la energía de activación, por lo tanto, tiene mayor adaptación a factores de incertidumbre, sin embargo, el control variable muestra estar siempre cerca del mejor desempeño, además a diferencia del controlador convencional, hace uso de 2 puntos de medición que pueden enfrentar fallas en los sensores de medición de temperatura, proporcionar estabilidad al proceso y anticipar el desplazamiento del punto caliente, para validar los puntos antes mencionados es necesario seguir con el análisis e investigación sobre la estructura de control propuesta, estos resultados se darán a conocer en futuros trabajos.

5. CONCLUSIONES

Los resultados de la simulación dinámica para los controladores diseñados muestran el buen desempeño de la estructura de control variable frente a perturbaciones y variación en el parámetro energía de activación, también, resaltan la capacidad de adaptación a factores de incertidumbre provocados por las simplificaciones de los modelos matemáticos. La estructura de control variable mostró aproximarse al mejor desempeño en todas las secuencias de perturbaciones presentes en la alimentación del reactor y el ajuste dinámico del factor de ponderación se enfoca en las zonas del reactor con mayor sensibilidad. El medio de enfriamiento muestra rápida respuesta para evitar cambios bruscos de temperatura que ponen en riesgo el proceso. Este trabajo fortalece las ventajas de la estructura de control variable y motiva a seguir trabajando en la búsqueda de futuras aplicaciones.

Agradecimiento.

Los autores agradecen al Tecnológico Nacional de México el apoyo al proyecto de investigación con clave 7809.20-P.

REFERENCIAS

- Anastasov, A.I., (2005). The behaviour of a low-productive non-pretreated V_2O_5 - TiO_2 (anatase) catalyst for oxidation of o-xylene to phthalic anhydride. *Chemical Engineering Journal*, 109, 57-66.
- González-Alatorre, G., Serrato-Joya, A., Sámano-Heras, C. A., Alvizar-Gómez, J. C., Rocha-Patiño, J. (2004). Nitrosación de la dimetilurea en un reactor tubular que opera isotermicamente en estado estacionario y suponiendo flujo pistón. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, Volume 3, pp. 249-256.
- Grimholt, C. and Skogestad, S. (2018). Optimal PI and PID control of first-order plus delay processes and evaluation of the original and improved SIMC rules. *Journal of Process Control*. 70, 36-46.
- Hernandez, M, E., Puebla, H., Álvarez, R, J. (2010). Cascade control scheme for tubular reactors with multiple temperature measurements. *international journal of chemical reactor engineering*, 8(1), 1542-6580.
- Hua, X. y Jutan, A. (2000). Nonlinear inferential cascade control of exothermic fixed bed reactors. *AIChE Journal*, 46(5), 980-996.
- Jesus, J. M., Santana, P. L., Silva, F. V. (2013). Different approaches in concentration-temperature cascade control of a fixed bed reactor for the phthalic anhydride synthesis. *Chemical Engineering Transactions*, 32, 1387-1392.
- Loncar, D., Ban, M., Horvat, K. (2010). "Mathematical model and simulation of the dynamics of the low-density polyethylene polymerization process in the tubular reactor", *Strojarsvo* 52 (3) 315-325 (2010).
- Ojeda, T. J. C., Dobrosz. G. I., Gómez. G. M. A. (2014). Evaluación de la sensibilidad paramétrica del proceso de síntesis de la ciclonita en un reactor por lotes. *Revista EIA*, 11(21),123-132
- Ramírez, C. C. E., Moguel, C. J., Puebla, H., Hernandez, M. E. (2016). A study of temperature sensor location based on fractal analysis for cascade control schemes in tubular reactors. *Chemical Engineering Science*, 141, 195-204.
- Thiagalingam, I., Dallet, M., Bennaceur, I., Cadalen, S., Sagaut, P. (2015). Exact non-local expression for the wall heat transfer coefficient in tubular catalytic reactors. *International journal of heat and fluid flow*, 54, 97-106.
- Urrea, R., Alvarez, J., & Alvarez-Ramirez, J. (2008). Linear Pi Temperature-Concentration Cascade Control for Tubular Reactors. *Chemical Engineering Communications*, 195(7), 803-820.
- Urrea-García, G. R., Reséndiz-Camacho, S., Álvarez-Ramírez, J., & Luna-Solano, G. (2015). Variable Cascade Control Structure for Tubular Reactors. *Chemical Engineering & Technology*, 38(3), 521-529.
- Wu, Wei. and Chen, Chao-Wei. (2007). Measurement-Based Optimization and Predictive Control for an Exothermic Tubular Reactor System. *Ind. Eng. Chem. Res.* 46, 2064-2076.